

ОСАЖДЕНИЕ И ТУРБУЛЕНТНЫЙ ПЕРЕНОС ДИСПЕРСНЫХ ЧАСТИЦ В ЖИДКОЙ ФАЗЕ

Н.А. Капин, А.Е. Шаронова

Научный руководитель – профессор С.Н. Харламов

Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Различают два вида жидких дисперсных смесей: суспензия (взвеси) — дисперсная система из взвешенных в растворе мелких твердых частиц; эмульсия — дисперсная система, содержащая одну или несколько ограниченно растворимых жидкостей, одна из которых эмульгирована в другой. Суспензии подразделяются в зависимости от размеров твердых частиц на мути (0,1-0,5 мкм), тонкие (0,1-1 мкм) и грубые суспензии (более 1 мкм).

Составной частью производств в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности являются процессы разделения суспензий – методами осаждения, фильтрования и др. Вследствие этого, разработка теоретических подходов для расчета различных установок разделения дисперсных систем является актуальной задачей.

Целью данной статьи является рассмотрение моделей турбулентного переноса дисперсных частиц в жидкой фазе и расчет эффективности турбулентного осаждения дисперсной фазы при движении суспензий в трубопроводе.

Гидродинамику твердой дисперсной фазы в турбулентной среде отличает большая сложность и интенсивность, чем в ламинарной. Это обуславливается тем, что взвешенные частицы реагируют на турбулентные пульсации среды и начинают совершать под их влиянием пульсационные (колебательные) движения касательно несущих их молей среды и хаотичные перемещения вместе с молями среды.

Весь спектр осаждающихся частиц можно разделить на три основные группы [1]:

I группа - частицы, полностью увлекаемые турбулентными пульсациями среды. Их диаметр должен удовлетворять условию (1):

$$d_{\text{ч}} < 0.3 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}}}{\pi f \rho_{\text{ч}}}} = 0.134 \sqrt{\frac{R \mu_{\text{ж}}}{u_* \rho_{\text{ч}}}} \quad (1)$$

- II группа - частицы, обладающие некоторой инерционностью по отношению к увлечению турбулентными пульсациями (2):

$$0.134 \sqrt{\frac{R \mu_{\text{ж}}}{u_* \rho_{\text{ч}}}} < d_{\text{ч}} < 13.4 \sqrt{\frac{R \mu_{\text{ж}}}{u_* \rho_{\text{ч}}}} \quad (2)$$

- III группа - частицы, не увлекаемые турбулентными пульсациями среды, должны удовлетворять условию (3):

$$d_{\text{ч}} > 30 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}}}{\pi f \rho_{\text{ч}}}} = 13.4 \sqrt{\frac{R \mu_{\text{ж}}}{u_* \rho_{\text{ч}}}} \quad (3)$$

Каждая из групп частиц определяется в зависимости от действия на них сил и факторов, и поведением в турбулентном потоке [1].

Рассматриваются следующие модели турбулентности [3]:

- Модель Прандтля. В двухслойной модели Прандтля осуществляется молекулярный перенос в вязком подслое и турбулентный за его пределами (4):

$$\beta_d = \frac{u_*}{(1 + \omega_{\varepsilon} \tau_p) \left[R_1 Sc_{\varepsilon p} + \frac{1}{\chi} \ln \left(\frac{R_{\varepsilon}}{R_1} \right) \right]} \quad (4)$$

- Модель Кармана. В трехслойной модели Кармана коэффициент переноса дисперсной фазы равен (5):

$$\beta_d = \frac{u_*}{5(1 + \omega_{\varepsilon} \tau_p) \left[Sc_{\varepsilon p} + \ln 6 + 0.5 \ln \left(\frac{R_{\varepsilon}}{30} \right) \right]} \quad (5)$$

- Модель Дайслера и Ханратти. В этой модели рассчитывается коэффициент переноса дисперсной фазы при изменении турбулентной вязкости в вязком подслое пропорционально D (6) [5]:

$$\beta_d = \frac{u_*}{(1 + \omega_{\varepsilon} \tau_p) Sc_{\varepsilon p}^{2/3} [5.309 + 2.5 \ln(R_{\varepsilon})]} \quad (6)$$

Используя выше изложенные выражения для определения коэффициента переноса дисперсной фазы, можно отобразить зависимость коэффициента переноса от диаметра частиц (Рисунок 1).

**СЕКЦИЯ 17. СОВРЕМЕННЫЕ ТЕХНИКА И ТЕХНОЛОГИИ ТРАНСПОРТИРОВКИ
И ХРАНЕНИЯ НЕФТИ И ГАЗА. ПОДСЕКЦИЯ 1. МЕТОДЫ МАТЕМАТИЧЕСКОГО
МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ТРАНСПОРТА И ХРАНЕНИЯ
УГЛЕВОДОРОДНОГО СЫРЬЯ**

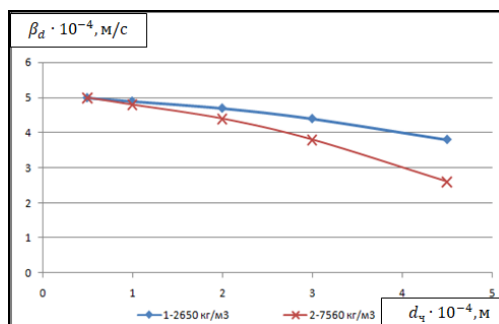


Рис. 1 – Зависимость коэффициента переноса от диаметра частиц

(1 – $\rho_{\text{ж}} = 2650 \text{ кг/м}^3$; 2 – $\rho_{\text{ж}} = 7560 \text{ кг/м}^3$)

Принцип работы любой установки сепарации заключается в использовании одного либо нескольких механизмов, взвешенных в потоке дисперсных частиц. Воздействие каждого из них на общую эффективность процесса осаждения зависит от размеров и плотности частиц, физических свойств среды и условий протекания процесса. Эффективность процесса осаждения с использованием геометрических характеристик трубы (7) [4]:

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{4L\beta_d}{d_p W_{\text{ж}}}\right) \quad (7)$$

По выше рассмотренным выражениям можно произвести оценку интенсивности турбулентного осаждения дисперсной фазы при движении суспензий в трубопроводах [2]. В таблице 1 и таблице 2 представлены результаты расчета следующих показателей: коэффициента переноса дисперсной фазы и эффективности переноса частиц в трубопроводе.

Таблица 1 Результаты расчета показателя эффективности переноса частиц в трубопроводе при $Re=9,2 \cdot 10^3$, $W_{\text{ж}}=0,28 \text{ м/с}$

Уравнение	$Sc_{\text{сп}} = 1$		$Sc_{\text{сп}} = 10$		$Sc_{\text{сп}} = 100$	
	β_d	η	β_d	η	β_d	η
(4)	$1,54 \cdot 10^{-4}$	0,20	$2,20 \cdot 10^{-5}$	0,03	$2,30 \cdot 10^{-6}$	0,003
(5)	$1,54 \cdot 10^{-4}$	0,20	$4,30 \cdot 10^{-5}$	0,06	$5,24 \cdot 10^{-6}$	0,007
(6)	$1,56 \cdot 10^{-4}$	0,20	$3,36 \cdot 10^{-5}$	0,05	$7,23 \cdot 10^{-6}$	0,010

Таблица 2 Результаты расчета показателя эффективности переноса частиц в трубопроводе при $Re=18 \cdot 10^3$, $W_{\text{ж}}=0,57 \text{ м/с}$

Уравнение	$Sc_{\text{сп}} = 1$		$Sc_{\text{сп}} = 10$		$Sc_{\text{сп}} = 100$	
	β_d	η	β_d	η	β_d	η
(4)	$3,35 \cdot 10^{-4}$	0,21	$5,13 \cdot 10^{-5}$	0,04	$5,42 \cdot 10^{-6}$	0,004
(5)	$3,35 \cdot 10^{-4}$	0,21	$9,91 \cdot 10^{-5}$	0,07	$12,3 \cdot 10^{-6}$	0,009
(6)	$3,38 \cdot 10^{-4}$	0,21	$7,28 \cdot 10^{-5}$	0,05	$15,7 \cdot 10^{-6}$	0,011

При увеличении скорости потока (в соответствующих условиях и критерия Рейнольдса) увеличиваются значения коэффициента переноса частиц, это подтверждается полученными результатами. Также значения коэффициента переноса частиц тем меньше, чем больше значение числа Шмидта и, следовательно, меньше эффективность турбулентной сепарации. При выражения (4), (5) и (6) дают практически одинаковые значения. При уравнение (4) дает меньшие значения коэффициента переноса частиц, нежели (5), (6).

Следует отметить, что сходимость результатов расчета уравнений (5) и (6) составляет ($\pm 25\%$), что является удовлетворительным. Это позволяет рекомендовать к применению уравнений (5) и (6) при. Соответственно при числе Шмидта близком к единице, сходимость уравнений максимальна, в таком случае можно применять любое из уравнений.

Литература

- Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. – М.: Наука, 1980.
- Belan S. Concentration of diffusional particles in viscous boundary sublayer of turbulent flow // Physica a-Statistical Mechanics and Its Applications. – 2016. – Feb. – Т. 443. – С. 128-136.
- Фарахов М.И. Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, И.П.Афанасьев. Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2005. 134 с.
- Медников Е.П. Миграционная теория осаждения аэрозольных частиц из турбулентного потока на стенках труб и каналов // Доклады Академии наук СССР, 1972. Т. 206. № 1. С. 51-54.
- Mednikov E. P. Migration theory of turbulent-inertial deposition of aerosols in tubes and channels - comparison with experiment // Colloid Journal of the USSR. – 1975. – Т. 37, № 2. – С. 257-263.